

Efecto de la Localización del Control de Temperatura sobre el Destilado en una CPD

L.A. Medina Rodríguez, G.R. Urrea García, E. Bolaños Reynoso, Y.S. Pliego Bravo
División de Estudios de Posgrado e Investigación, Instituto Tecnológico de Orizaba
Av. Instituto Tecnológico de No. 852, C.P. 94320, Orizaba, Ver. México
e-mail: itorizaba@hotmail.com
Teléfono: (272) 7257056 ext. 104
Área de Participación: Ingeniería Química

Resumen

En este trabajo se estudia el efecto que tiene la posición de un lazo secundario de control de temperatura sobre el desempeño en una estructura para el control de la composición del destilado de una Columna de Pared Divisoria (CPD). Los resultados muestran que con la localización adecuada del controlador secundario es posible mantener una pureza del destilado cercana al valor deseado aún bajo perturbaciones en la composición de alimentación. La metodología de diseño backstepping fundamenta las estructuras de control en cascada temperatura-temperatura y se puede extender para incluir múltiples lazos de temperatura. De esta forma, los resultados de este trabajo representan un primer paso hacia la obtención de un procedimiento sistemático para el diseño de estructuras de control basadas en múltiples mediciones de temperatura que permitiría unificar algunas aportaciones recientes en el control de la composición de los productos de las CPD.

Palabras clave: Columna, destilación, control, perturbaciones

Abstract

In this work the effect that the position of a secondary loop temperature control on the performance of a structure for controlling the composition of the distillate from a dividing wall column (DWC) is studied. The results show that with the proper location of the secondary controller can maintain purity distillate close to the desired value even under disturbances in the feed composition. Backstepping design methodology based structures cascade control temperature-temperature can be extended to include multiple temperature loops. Thus, the results of this study represent a first step towards obtaining a systematic procedure for designing control structures based on multiple temperature measurements that would unify some recent contributions in controlling the composition of the products of DWC.

Introducción

Para la separación de mezclas multicomponentes a menudo se utiliza una secuencia de columnas de destilación. Para el caso de la separación de una mezcla ternaria se necesitan dos columnas, ya sea en secuencia directa o indirecta. Una configuración alternativa energéticamente favorable se muestra en la Figura 1a. A este tipo de configuración se le conoce como columna de destilación Petlyuk y en ella las corrientes de vapor y líquido que salen de la primera columna están conectadas directamente con la segunda columna. La mejora de la eficiencia térmica se debe a que se evita el efecto innecesario de remezclado, lo que conduce un ahorro considerable de energía de aproximadamente el 30% (Schultz y col., 2002) en comparación con las secuencias directa o indirecta convencionales. Aunque la estructura de columna de destilación Petlyuk tiene ciertas ventajas mencionadas anteriormente, también tiene algunos retos en el diseño y la operación. Una configuración alternativa para el prefractionador acoplado térmicamente que utiliza una única carcasa con una partición vertical que divide la sección central de la carcasa en dos partes es conocida como Columna de Pared Divisoria (CPD) y se ilustra en la Figura 1b. Esta configuración es comercialmente atractiva sobre la columna de destilación Petlyuk debido a su mejor operatividad.

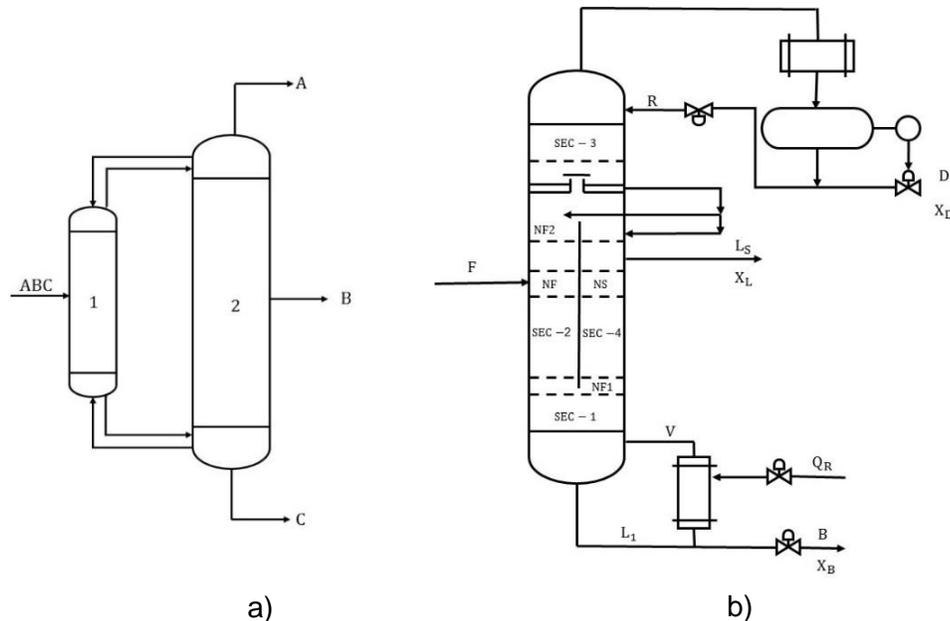


Figura 1. Columna Petlyuk (a) Columna de pared divisoria (CPD) (b)

La aplicación de las columnas de pared divisoria no es muy amplia en la industria química y petroquímica. La razón principal reside esencialmente en la falta de conocimiento sobre la dinámica del proceso y su controlabilidad (Abdul Mutalib y col., 1998a; Abdul Mutalib y col., 1998b; Serra col., 2003). Recientemente se ha visto un mayor esfuerzo en estos aspectos y han sido publicados un mayor número de artículos sobre la dinámica, control y operación de las columnas de pared divisoria (Rodríguez y Chinae, 2012).

Debido a que las mediciones de temperatura suelen ser más sensibles y económicas que las de composición, se han propuesto esquemas de control inferencial con estas mediciones. En 1969 Luyben propone una técnica para controlar la composición del producto de una columna de destilación mediante el control de la diferencia entre dos diferencias de temperatura (ΔT) en la columna. Planteado como un esquema de control efectivo para una variedad de perturbaciones en diferentes condiciones de operación tales como perturbaciones en la tasa de alimentación y en las composiciones de alimentación, logrando un mejor funcionamiento con base en que se cancelen los cambios en la caída de presión si los dos (ΔT) se toman en la misma sección de la columna donde se ven los mismos cambios en las cargas de vapor y líquido. En 1996, Skogestad y Wolff presentan ejemplos de la aplicación del control en cascada para columnas de destilación enfocándose a cuantificar las mejoras en la interacción y en el rechazo a las perturbaciones y proporcionan algunas expresiones analíticas para la ganancia del controlador secundario. Shin y col. (2000) proponen un observador que usa mediciones de las temperaturas de los platos en lugar de las composiciones. Ling y Luyben (2010) hicieron intentos para controlar la composición de manera indirecta para la operación de la DWC y estos incluyen estructuras para el control de temperatura (TC) y control de diferencia de temperatura (TDC). Luan y col. (2013) propusieron una estructura de control de diferencia de temperatura simple (STDC), que consta de dos temperaturas y dos lazos de control de diferencia de temperatura.

El control en cascada aplicado a columnas de destilación posee propiedades de robustez que aún no queda del todo claras, sin embargo, Álvarez-Ramírez y col. (2002) utilizaron el enfoque backstepping-pasivación en donde demuestran que la naturaleza del diseño de control en cascada de la composición en una columna de destilación se aclara bajo estos términos, además de que las extensiones sistemáticas para la configuración del control multicascada se obtienen como una consecuencia natural de este mismo diseño. Estos investigadores utilizaron un control en cascada composición-temperatura, sin embargo en el control de la composición por medio de la medición de la composición suele presentar ciertas dificultades prácticas.

Trabajos previos como los de Matla-González y col. (2013) y Castellanos-Sahagún y Álvarez (2013) utilizaron controles en cascada temperatura-temperatura para controlar indirectamente la pureza de los productos. Los primeros investigadores las aplican a una columna Petlyuk que consistieron de modelos lineales entrada-salidas mostrando propiedades interesantes de estabilidad y desempeño durante periodos de tiempo prolongados ante perturbaciones en la composición de la alimentación. Los segundos investigadores las aplicaron a una columna de destilación binaria utilizando una combinación de la teoría de control constructiva no lineal con pasivación y nociones de observabilidad.

En este trabajo se utiliza la medición de la temperatura para el control de la composición para diseñar controles en cascada temperatura-temperatura bajo el principio backstepping para la sección de rectificación (SEC-3) de una columna de pared divisoria evaluando el efecto de la localización de la medición de temperatura sobre el desempeño del controlador, utilizando como variable manipulada la tasa de reflujo.

Metodología

Simulación Dinámica del sistema

El comportamiento dinámico de la columna de pared divisoria (CPD) está basado en la solución de un modelo dinámico obtenido mediante balances de materia y energía por componente en cada plato así como, en relaciones termodinámicas. El modelo está constituido por el siguiente conjunto de ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO) y ecuaciones algebraicas por cada etapa de la columna: NC-1 ecuaciones de continuidad por componente, 1 ecuación de continuidad total, 1 ecuación de balance de energía, 1 relación hidráulica para obtener las tasas de flujo de líquido en cada bandeja, 1 ecuación para obtener la densidad del líquido, 2 ecuaciones para obtener la entalpía (de líquido y vapor); NC relaciones de equilibrio líquido-vapor. Para la CPD considerada en este trabajo, el modelo resultante está formado por un total de 280 EDOs y 490 ecuaciones algebraicas. El conjunto de ecuaciones diferenciales ordinarias se resolvió utilizando el algoritmo Runge-Kutta de 4° orden.

Descripción del sistema

Como caso de estudio se considera la separación de una mezcla de benceno (B), tolueno (T) y o-xileno (X) la cual presenta una composición de alimentación de 30/30/40 % mol respectivamente y que se desea separar alcanzando una pureza individual del 99% molar en las corrientes del destilado, intermedio y fondo. La Tabla 1 muestra las condiciones de operación y las especificaciones de diseño necesarias para la solución del modelo. La descripción detallada del modelo para el caso de la columna Petlyuk se presenta en el trabajo previo (Matla-González y col., 2013). Se puede aplicar el mismo modelo para la CPD, considerando la disminución de tamaño en las etapas intermedias de la columna (secciones 2 y 4), que son menores que las secciones 1 y 3, como se observa en la Figura 1b.

Caracterización del comportamiento dinámico

Se realizaron cambios escalón de $\pm 1\%$ en la tasa de reflujo (R). Las respuestas de la temperatura en las etapas seleccionadas se aproximaron como un modelo de primer orden más tiempo muerto (POMTM), el cual se caracteriza por tres parámetros de: ganancia (K), tiempo muerto (θ) y la constante de tiempo (τ). Enseguida se formaron las funciones de transferencia que caracterizan las respuestas de las temperaturas de la sección SEC - 3 de la CPD a los cambios en la tasa de reflujo correspondiente a la variable manipulada. Estas funciones de transferencia se utilizaron para diseñar los cuatro controladores en cascada para observar y comparar el efecto de la localización del control de temperatura en un lazo secundario de la SEC -3 de la CPD.

Para el diseño del controlador primario se obtuvieron de las funciones de transferencia para la respuesta de la temperatura del plato 44 a los cambios en las temperaturas T_{43} , T_{42} , T_{40} , T_{39} . Estas funciones de transferencia se aproximaron a partir de la Ec. 1:

$$\frac{T_{44}}{T_r} = \frac{T_{44}}{R} = G_{T_r, T_{44}} = \frac{\frac{K_{R, T_{44}}}{\tau_{R, T_{44}} s + 1} \exp(-\theta_{R, T_{44}} s)}{\frac{K_{R, T_r}}{\tau_{R, T_r} s + 1} \exp(-\theta_{R, T_r} s)} = K_{T_r, T_{44}} \left(\frac{\tau_{R, T_r} s + 1}{\tau_{R, T_{44}} s + 1} \right) \exp(-\theta_{T_r, T_{44}} s) \quad (1)$$

Tabla 1. Parámetros de la columna

Parámetros	Mezcla BTX
Número de componentes	3
Fracción de retorno de liquido (β)	0.322
Fracción de retorno de vapor (α)	0.631
Prefraccionador (SEC 2)	
Numero de etapas	24
Etapas de alimentación	13
Flujo de Alimentación, kmol/s	1
Diámetro, m	5.63
Columna Principal	
Numero de platos	44
Etapas de alimentación de liquido	12
Etapas de alimentación de vapor	37
Etapas de salida de la corriente lateral	25
Diámetro SEC 1 y 3, m	7.23
Diámetro SEC 4, m	4.53
Tasa de reflujo, kmol/s	0.6672
Presión en fondo, kPa	67.89
Presión en el domo, kPa	37.49
Entrada de calor al rehedor, 10^6 kJ/hr	127.24
Eficiencia de la etapa, %	100

donde T_r puede ser T_{43} , T_{42} , T_{40} o T_{39} . El controlador secundario se diseñó utilizando su correspondiente función de transferencia $G_{T_{43}, R}$, $G_{T_{42}, R}$, $G_{T_{40}, R}$ y $G_{T_{39}, R}$.

Diseño del controlador

Para el diseño del controlador se emplearon los pasos del método de sintonizado de Internal Model Control (Skogestad, 2003). Para un controlador PI, estos parámetros son la ganancia del controlador K_c , y la constante de tiempo integral τ_I . Estos pasos para la sintonización son reglas analíticas relativamente sencillas usadas para el cálculo de los parámetros del controlador en acuerdo con las siguientes ecuaciones:

$$K_c = \frac{1}{K} \frac{\tau_1}{2\theta} \quad \tau_I = \min(\tau_1, 8\theta)$$

donde K , τ_1 y θ son la ganancia del proceso, la constante de tiempo y el tiempo muerto respectivamente, obtenidas en la caracterización del comportamiento dinámico.

Implementación de la estructura de control diseñada y evaluación del desempeño de control usando simulación

La estructura de control de control propuesta está basada en mediciones de temperatura para controlar las composiciones de los productos, es decir, se mantiene constante la temperatura de ciertas etapas mediante ajustes en la variable manipulada. La tasa de reflujo se utiliza para regular la temperatura de una etapa seleccionada en la parte superior de la columna que controle indirectamente la pureza del benceno en el destilado. A partir de la Ec. 1 se calcularon los parámetros para la sintonización del controlador primario el cual será de tipo Proporcional-Integral (PI) y funciona bajo la expresión descrita en la Ec. 2:

$$T_{r,ref} = T_{r,nom} + K_c \left(e_{T_{44}} + \frac{1}{\tau_1} \int_0^t e_{T_{44}} dt \right) \tag{2}$$

donde $e_{T_{44}} = T_{44,ref} - T_{44}(t)$ es el error de la temperatura en el plato 44 (domo).

El controlador secundario es del tipo PI funcionando bajo la expresión descrita en la Ec. 3, donde el error se calcula mediante la diferencia de temperaturas descritas en la Ec. 4.

$$R = \bar{R}_{nom} + K_c \left(e_{T_r} + \frac{1}{\tau_1} \int_0^t e_{T_r} dt \right) \tag{3}$$

$$e_{T_r} = T_{r,ref} - T(t) \tag{4}$$

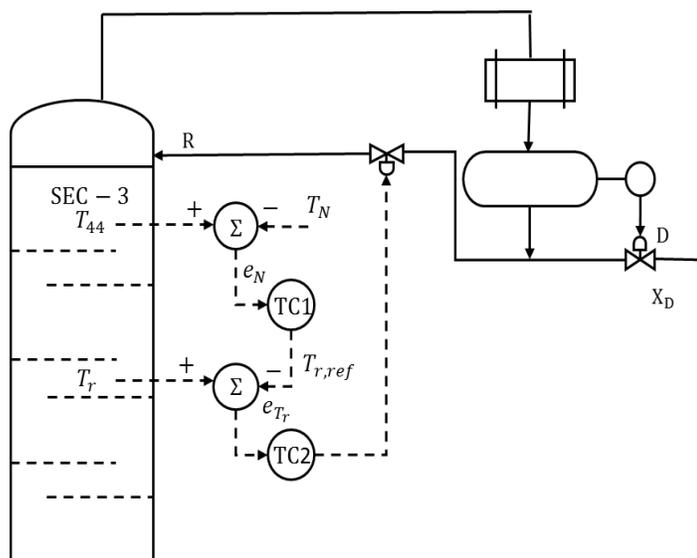


Figura 2. Estructura de control backstepping en la sección de rectificación

Las estructuras de control final, que muestran los lazos de control cerrados, están representadas en la Figura 2. Para evaluar el desempeño de la estructura de control propuesta se introdujeron al sistema una serie de perturbaciones en la composición de la alimentación, a fin de observar la respuesta del controlador en la regulación de las temperaturas de los platos seleccionados que indirectamente controlan las composiciones de los productos finales. Para productos de alta pureza, es deseable mantener constante la temperatura en etapas muy cercanas a las corrientes de producto (es decir, destilado, corriente lateral y de fondo). Sin embargo, estas etapas a menudo presentan alta sensibilidad a las variables manipuladas como la tasa de reflujo, corriente lateral y tasa de calor.

Para determinar cuál de las estructuras de control es la que mejor regula la composición del destilado se evaluó el desempeño de cada estructura mediante la integral del error en función del tiempo con respecto a la temperatura y la composición utilizando la Ec. 5 y 6.

$$IAET = \int_0^t [T_{44,ref} - T_{44}(t)] dt = \int_0^t e_{T_{44}} dt \tag{5}$$

$$IAEC = \int_0^t [0.99 - X_D(t)] dt = \int_0^t e_{X_D} dt \tag{6}$$

Resultados y discusión

En esta sección se presentan los resultados de la implementación de estructuras de control en cascada basada en mediciones de temperatura para la separación de la mezcla benceno, tolueno y o-xileno. Se presentan los parámetros y caracterización del comportamiento dinámico de la columna de pared divisoria mediante un cambio escalón en la variable manipulada (tasa de reflujo), se evaluó el efecto de la misma sobre la temperatura de los platos y sobre la composición de los productos y se estudia el efecto de la localización de la medición de temperatura sobre la capacidad de regulación de una estructura de control en presencia de perturbaciones en la composición de la alimentación.

En la Tabla 2 se muestran las funciones de transferencia en el dominio de Laplace que caracterizan las respuestas de las temperaturas a los cambios en la tasa de reflujo.

Se procedió al diseño del controlador en cascada de acuerdo al procedimiento descrito en la sección anterior. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 3 para los cuatro lazos de control, los cuales regulan la temperatura de los platos mediante controladores simples tipo PI.

Tabla 2. Funciones de transferencia

		Variable de Entrada (R)
Variable Salida	T_{44}	$\frac{T_{44}}{R} = G_{T_{44},R}(s) = \frac{(-0.02093)e^{0.87200s}}{10.25866s + 1}$
	T_{43}	$\frac{T_{43}}{R} = G_{T_{43},R}(s) = \frac{(-0.04459)e^{0.76453s}}{10.37497s + 1}$
	T_{42}	$\frac{T_{42}}{R} = G_{T_{42},R}(s) = \frac{(-0.80218)e^{0.63454s}}{10.61889s + 1}$
	T_{40}	$\frac{T_{40}}{R} = G_{T_{40},R}(s) = \frac{(-0.15898)e^{0.34710s}}{12.09342s + 1}$
	T_{39}	$\frac{T_{39}}{R} = G_{T_{39},R}(s) = \frac{(-0.17484)e^{0.22961s}}{13.52288s + 1}$

Tabla 3. Parámetros del controlador usando los pasos de IMC

Control en Cascada	Controlador Primario		Controlador secundario	
	K_c ($^{\circ}F/(Btu/h)^{-1}$)	τ_I (h)	K_c ($^{\circ}F^{-1}$)	τ_I (h)
$T_{44} - T_{43}$	0.46935	15.44615	-152.16144	6.11624
$T_{44} - T_{42}$	0.26090	15.56811	-104.30763	5.07632
$T_{44} - T_{40}$	0.13164	16.30537	-109.57497	2.7768
$T_{44} - T_{39}$	0.11970	17.02010	-168.41651	1.83688

Se introdujeron una serie de perturbaciones en la composición de la alimentación para analizar el comportamiento de cada una de las estructuras de control a lazo cerrado, dichas perturbaciones se describen en la Tabla 4. El introducir una serie de perturbaciones en un periodo largo de simulación es importante para observar que sea estable la estructura o que no presente periodos oscilatorios después de un tiempo de simulación así como también saturación de los controladores.

Tabla 4. Perturbaciones en el sistema para cada estructura de control en cascada

	Perturbación 1	Perturbación 2	Perturbación 3
Tiempo, h	20	60	100
Composición en la alimentación, %mol	30/35/35	30/30/40	35/30/35

En la Figura 3 se muestra la respuesta de las tres estructuras que presentan el mejor comportamiento de la

composición del benceno, se puede observar que a pesar de las perturbaciones la composición se mantiene dentro de los rangos deseados (por arriba de 98.9% de pureza), frente a la tercera perturbación la pureza del benceno sufre un descenso, sin embargo se estabiliza por encima de 98%, el cual resulta aceptable.

En la Figura 4 se presenta la respuesta de la tasa de reflujo y se observa que logra alcanzar nuevamente un estado estacionario a pesar de las perturbaciones.

En la Tabla 5 se muestran los resultados de las integrales del error absoluto de la temperatura (IAET) y la composición (IAEC). En ella se observa que la estructura ECC T44-T42 y ECC T44-T40 fueron las que presentan mejores desempeños.

Tabla 5. Integral del error de la temperatura y la composición

Control en Cascada	IAET	IAEC
ECC T ₄₄ – T ₄₃	110.8929	1.2263
ECC T ₄₄ – T ₄₂	4.343833	0.0640
ECC T ₄₄ – T ₄₀	10.72864	0.1139
ECC T ₄₄ – T ₃₉	17.01379	0.15615

En la Figura 5 se muestran las respuestas de las temperaturas de las estructuras ECC T44-T42 y ECC T44-T40, en dicha figura se observa que: 1) el tiempo de respuesta en la estructura ECCT44-T42 presenta mayores oscilaciones que la estructura ECC T44-T40 y a pesar de ello el desempeño del controlador es mejor que la estructura ECC T44-T40 ; 2) En ambas estructuras después de la tercera perturbación la temperatura T₄₄ se desvía unas décimas de grados del valor original pero aun alcanzan el estado estacionario después de esta última perturbación mostrando un desempeño adecuado.

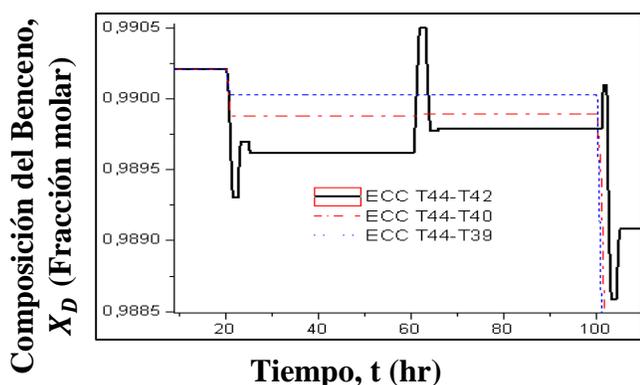


Figura 3. Comportamiento de la composición del benceno ante perturbaciones en la composición de alimentación

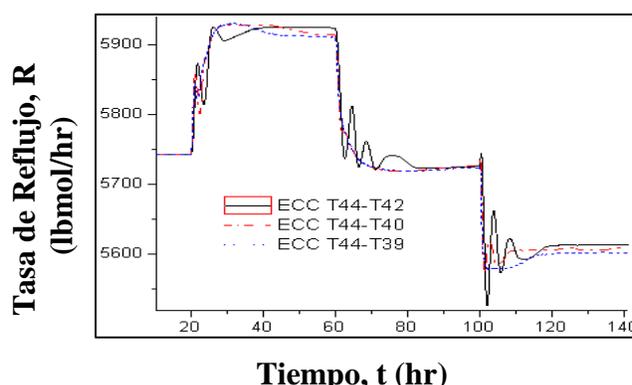


Figura 4. Respuesta de la tasa de reflujo ante perturbaciones en la composición de alimentación

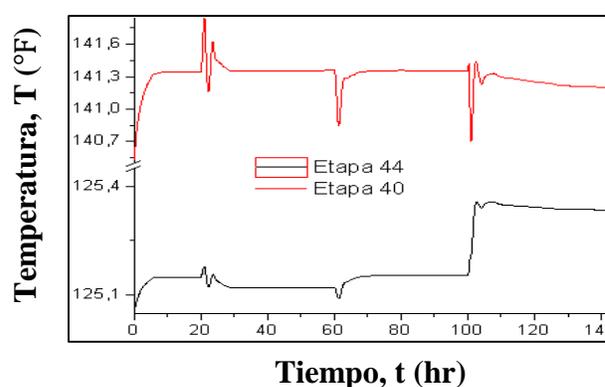
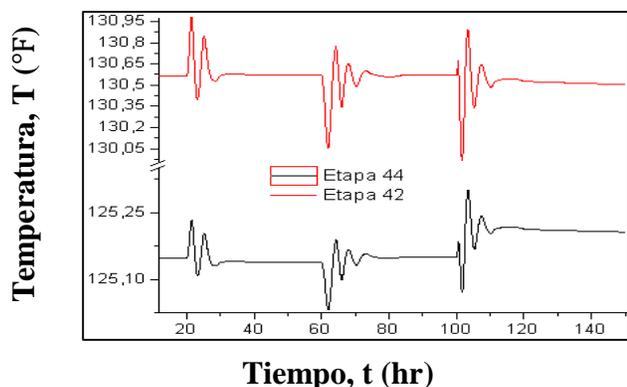


Figura 5. Respuesta de la temperatura de las diferentes etapas seleccionadas en la estructura de control en cascada

Conclusiones

Utilizando el principio backstepping en cascada, donde se tomó como referencia la temperatura de la etapa 44 (domo), correspondiente al controlador primario y seleccionando diferentes etapas inferiores a esta última (etapa 43, 42, 40, 39), en donde se localizaron los controladores secundarios para la medición sus temperaturas correspondientes, como una medida indirecta de la composición reguladas por la tasa de reflujo, se pudo observar que su posicionamiento tiene un efecto significativo en el control de la composición del benceno. El empleo de estos controladores en ciertas etapas de la parte de rectificación permite mantener la composición del benceno por arriba del 98.9% de pureza, frente a perturbaciones en la composición de la alimentación. De los resultados también puede observarse que el tiempo de respuesta presenta mayores oscilaciones conforme el controlador secundario se va localizando en etapas superiores de la columna de pared divisoria en estudio, llegándose a alcanzar la estabilidad de las temperaturas.

Referencias

1. Abdul Mutalib M. I., Smith R., 1998a. Operation and control of dividing wall columns part 1: degree of freedom and dynamic simulation. *Transaction of the Institution Chemical Engineers* 76, part A, 308-318.
2. Abdul Mutalib M. I., Zeglam A. O., Smith R., 1998b. Operation and control of dividing wall columns part 2: simulation and pilot plant studies using temperature control. *Transaction of the Institution Chemical Engineers* 76, part A, 319-334.
3. Castellanos-Sahagún y Álvarez J., 2013. Temperature-Temperature cascade control of binary batch distillation columns. 17-19 Julio. Zürich, Switzerland: *European Control Conference*.
4. Ling H., Luyben W. L., 2010. Temperature control of the BTX divided- wall column. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 49 (1), 189-203.
5. Luan S., Huang K., Wang Y., Wu Ning., 2013. Operation of dividing wall columns.1. A simplified temperature difference control scheme. *Industrial and Engineering Chemistry Research* (52), 2642-2660.
6. Luyben W. L., 1969. Feedback control of distillation columns by double differential temperature control. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* 8 (4), 739.
7. Luyben, W.L. 1990. Process modeling, simulation and control for chemical engineers. Ed McGraw-Hill, USA. 2a Edición.
8. Matla-González D., Urrea-García G., Alvarez-Ramirez J., Bolaños-Reynoso E., Luna-Solano G., 2013. Simulation and control based on temperature measurements for Petlyuk distillation columns. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering* 8(6), 880-894.
9. Shin, J., Seo, H., Han, M., Park, S., 2000. A nonlinear profile observer using tray temperatures for high-purity binary distillation columns. *Chem. Eng. Sci.* 55, 807.
10. Schultz, M.A., Stewart, D.G., Harris, J.M., Rosenblum, S.P., Shakur, M. S., O'Brien, D., 2002. Reduce Costs with Dividing-Wall Columns. CEP May0 2002, www.cepmagazine.org, 64-71.
11. Serra M., Perrier M., Espuña A., Puigjaner L., 2003. Controllability of different multicomponent distillation Arrangements. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 42, 1773 - 1782.
12. Skogestad S., 2003. Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning. *Journal process control* 13, 291-309.
13. Skogestad S. y Wolff E. A., 1996. Temperature cascade control of distillation. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 35, 475-484.
14. Rodríguez Hernández, M., Chinea-Herranz, J. A., 2012. Decentralized control and identified-model predictive control of divided wall columns. *Journal of Process Control* 22 (9), 1582-1592.